

IN THE UNITED STATES PATENT AND TRADEMARK OFFICE

IN RE APPLICATION OF: Laura M. ZANIBELLI, et al.

SERIAL NO: 09/539,877

FILED: March 31, 2000

FOR: CATALYTIC COMPOSITION FOR THE UPGRADEING  
OF HYDROCARBONS HAVING BOILING POINTS  
WITHIN THE NAPHTHA RANGE

GAU:

EXAMINER:

REQUEST FOR PRIORITY

ASSISTANT COMMISSIONER FOR PATENTS  
WASHINGTON, D.C. 20231



SIR:

- Full benefit of the filing date of U.S. Application Serial Number, filed, is claimed pursuant to the provisions of 35 U.S.C. §120.
- Full benefit of the filing date of U.S. Provisional Application Serial Number , filed , is claimed pursuant to the provisions of 35 U.S.C. §119(e).
- Applicants claim any right to priority from any earlier filed applications to which they may be entitled pursuant to the provisions of 35 U.S.C. §119, as noted below.

In the matter of the above-identified application for patent, notice is hereby given that the applicants claim as priority:

COUNTRY	APPLICATION NUMBER	MONTH/DAY/YEAR
ITALY	MI99 A 001002	May 7, 1999

Certified copies of the corresponding Convention Application(s)

- are submitted herewith
- will be submitted prior to payment of the Final Fee
- were filed in prior application Serial No. filed
- were submitted to the International Bureau in PCT Application Number .  
Receipt of the certified copies by the International Bureau in a timely manner under PCT Rule 17.1(a) has been acknowledged as evidenced by the attached PCT/IB/304.
- (A) Application Serial No.(s) were filed in prior application Serial No. filed ; and
- (B) Application Serial No.(s)
  - are submitted herewith
  - will be submitted prior to payment of the Final Fee

Respectfully Submitted,

OBLON, SPIVAK, McCLELLAND,  
MAIER & NEUSTADT, P.C.



Norman F. Oblon

Registration No. 24,618

Frederick D. Vastine

Registration No. 27,013



22850

Tel. (703) 413-3000  
Fax. (703) 413-2220  
(OSMMN 10/98)

Docket No. 2264-0318-0X

IN THE UNITED STATES PATENT AND TRADEMARK OFFICE

IN RE APPLICATION OF: Laura M. ZANIBELLI, et al.

SERIAL NO: 09/539,877

FILED: March 31, 2000

FOR: CATALYTIC COMPOSITION FOR THE UPGRADEING  
OF HYDROCARBONS HAVING BOILING POINTS  
WITHIN THE NAPHTHA RANGE

GAU:

EXAMINER:



FILING OF ENGLISH TRANSLATION  
OF PRIORITY DOCUMENT

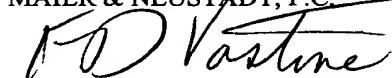
ASSISTANT COMMISSIONER FOR PATENTS  
WASHINGTON, D.C. 20231

SIR:

Applicants submit herewith an English translation of Italian Patent Application No. MI99 A 001002, filed May 7, 1999.

Respectfully Submitted,

OBLON, SPIVAK, McCLELLAND,  
MAIER & NEUSTADT, P.C.



Norman F. Oblon  
Registration No. 24,618  
Frederick D. Vastine  
Registration No. 27,013



**22850**

Tel. (703) 413-3000  
Fax. (703) 413-2220  
(OSMMN 10/98)



**MINISTERO DELL'INDUSTRIA, DEL COMMERCIO E DELL'ARTIGIANATO**  
DIREZIONE GENERALE DELLA PRODUZIONE INDUSTRIALE  
UFFICIO ITALIANO BREVETTI E MARCHI



INV. IND.

Autenticazione di copia di documenti relativi alla domanda di brevetto per .....

N. MI99 A 001002

*Si dichiara che l'unità copia è conforme ai documenti originali  
depositati con la domanda di brevetto sopraspecificata, i cui dati  
risultano dall'accluso processo verbale di deposito*

17 MAG. 2000

Roma, li .....

IL DIRETTORE DELLA DIVISIONE

Ing. ROVANI

Quirino Rovani



## RIASSUNTO INVENZIONE CON DISEGNO PRINCIPALE, DESCRIZIONE E RIVENDICAZIONE

NUMERO DOMANDA

11999001002

REG. A

DATA DI DEPOSITO

07/05/1999

DATA DI RILASCIO

11/11/11

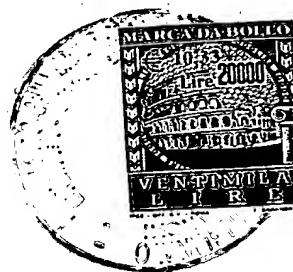
## D. TITOLO

**COMPOSIZIONE CATALITICA PER L'UPGRADING DI IDROCARBURI AVENTI PUNTI DI EBOLLIZZIONE  
NELL'INTERVALLO DELLA NAFTA**

## L. RIASSUNTO

Viene descritto un processo per l'upgrading di miscele di idrocarburi che bollono nell'intervallo della nafta contenenti impurità di zolfo, cioè un processo di idrodesolforazione con contemporanea isomerizzazione di scheletro e ridotto grado di idrogenazione delle olefine contenute in dette miscele di idrocarburi, il tutto condotto in un unico stadio. Il processo viene realizzato in presenza di un sistema catalitico comprendente un metallo del gruppo VI B, un metallo del gruppo VIII e un supporto di natura acida costituito da una silico-allumina mesoporosa.

## M. DISEGNO



COMPOSIZIONE CATALITICA PER L'UPGRADING DI IDROCARBURI AVENTI  
PUNTI DI EBOLLIZIONE NELL'INTERVALLO DELLA NAFTA.

Agip Petroli S.p.A.- Via Laurentina 449 - Roma 27 MAG. 1999

Enitecnologie S.p.A.- Via Maritano 26 - S. Donato Mil.

**MI 99 A 001 002**

Descrizione

La presente invenzione riguarda un processo per l'upgrading di miscele di idrocarburi che bollono nell'intervallo della nafta contenenti impurità di zolfo, cioè un processo di idrodesolforazione con contemporanea isomerizzazione di scheletro e ridotto grado di idrogenazione delle olefine contenute in dette miscele di idrocarburi, il tutto condotto in un unico stadio. Il processo viene realizzato in presenza di un sistema catalitico comprendente un metallo del gruppo VI B, un metallo del gruppo VIII e un supporto di natura acida costituito da una silico-allumina mesoporosa.

Questo sistema catalitico può essere utilizzato, in particolare, per l'upgrading di miscele di idrocarburi che bollono nell'intervallo della nafta derivanti da processi di cracking, preferibilmente di miscele di idrocarburi aventi punto di ebollizione nell'intervallo della nafta derivanti da cracking catalitico FCC (Fluid Catalytic Cracking).

Gli idrocarburi che bollono nell'intervallo della nafta derivanti da FCC (i.e. taglio benzina) vengono utilizzati come componente del blending delle benzine. A questo scopo, è necessario che abbiano un alto numero di ottano assieme ad un

basso contenuto di zolfo, per rispondere ai limiti di legge che diventano sempre più severi, allo scopo di ridurre l'emissione di contaminanti. Lo zolfo presente nelle miscele di benzine infatti ha origine soprattutto (>90%) dal taglio benzina derivante da FCC.

Questo taglio è anche ricco in olefine, che hanno un alto numero di ottano. I processi di idrogenazione utilizzati per la desolforazione idrogenano anche le olefine presenti, con conseguente considerevole riduzione del numero di ottano (RON e MON). Si è quindi avvertita la necessità di trovare un sistema catalitico che faccia diminuire il contenuto in zolfo nelle miscele di idrocarburi che bollono nell'intervallo della nafta e, nello stesso tempo, minimizzi la perdita ottanica (RON e MON), il che si può ottenere ad esempio per isomerizzazione di scheletro delle olefine presenti e/o inibendo l'idrogenazione del doppio legame olefinico.

E' noto l'uso di zeoliti con media dimensione dei pori come catalizzatori di isomerizzazione e conseguente recupero di ottano di cariche già sottoposte a desolforazione (US 5298150, US 5320742, US 5326462, US 5318690, US 5360532, US 5500108, US 5510016, US 5554274, US 599439). In questi processi noti, al fine di ottenere l'idrodesolforazione con una perdita di ottano ridotta, è necessario operare in due stadi, utilizzando nel primo stadio catalizzatori atti alla desolforazione e nel secondo stadio catalizzatori per recuperare il numero di ottano.

US 5.378.352 descrive un processo in un solo stadio per desolforare frazioni idrocarburiche, con punti di ebollizione nell'intervallo delle benzine, facendo uso di un catalizzatore che comprende un metallo dell'VIII gruppo, un metallo del gruppo VI B e una zeolite.

In MI97A 002288 è descritto un sistema catalitico in grado di isomerizzare n-paraffine aventi un numero di atomi di carbonio superiore a 15 che comprende:

- a) un supporto di natura acida costituito da un gel di silice e allumina amorfo ai raggi X, con un rapporto molare  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  da 30/1 a 500/1, avente un'area superficiale compresa tra 500 e 1000  $\text{m}^2/\text{g}$ , una porosità compresa tra 0.3 e 0.6 ml/g e diametro dei pori nell'intervallo 10-40 Å;
- b) una miscela di metalli appartenenti ai gruppi VI B e VIII depositati sul supporto in quantità globale compresa tra 2 e 50 % in peso sul totale (a) + (b).

Preferibilmente il supporto acido del catalizzatore ha un rapporto  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  compreso tra 50/1 e 300/1 e una porosità compresa tra 0.4 e 0.5 ml/g.

La miscela di metalli (b) è costituita preferibilmente da un metallo del gruppo VI B scelto tra molibdeno e tungsteno, in quantità compresa tra 5 e 35 % in peso, e da un metallo del gruppo VIII non nobile scelto tra nichel e cobalto, in quantità compresa tra 0.1 e 5 % in peso.

Il supporto a base di gel di silice e allumina può essere

convenientemente preparato secondo quanto descritto nel brevetto US 5.049.536 o nella domanda di brevetto EP 659478. Detto supporto può essere utilizzato tal quale per la deposizione della fase metallica (b) oppure nella forma estrusa, quale ad esempio quella descritta in EP 550922 e EP 665055. La fase metallica (b) del catalizzatore può essere introdotta mediante impregnazione acquosa bagnando il supporto, o il supporto estruso, con una soluzione acquosa di un composto di un metallo del gruppo VI B, essiccando il prodotto risultante che viene quindi impregnato con una soluzione acquosa di un composto del metallo del gruppo VIII e nuovamente essiccato. Si procede quindi ad una calcinazione in atmosfera ossidante ad una temperatura compresa tra 200 e 600°C. In alternativa un'unica soluzione acquosa contenente entrambi i composti dei metalli dei gruppi VI B e VIII può essere utilizzata per introdurre contemporaneamente detti metalli. Nel caso dell'impregnazione alcolica il supporto acido viene sospeso in una soluzione alcolica contenente entrambi i composti dei metalli dei gruppi VI B e VIII. Dopo impregnazione il solido viene essiccato e calcinato.

Queste composizioni catalitiche sono utili nella idroisomerizzazione di n-paraffine aventi un numero di atomi di carbonio superiore a 15 per ottenere basi per olii lubrificanti caratterizzate da un basso "pour point" e da un alto indice di viscosità.

E' stato ora inaspettatamente trovato che utilizzando queste



MMV

composizioni catalitiche, eventualmente contenenti anche una maggior percentuale di metalli, è possibile desolforare, con alti valori di conversione, miscele di idrocarburi che bollono nel range della nafta contenenti zolfo e olefine e contemporaneamente ottenere l'isomerizzazione di scheletro delle olefine presenti con un basso grado di idrogenazione del doppio legame olefinico. Questo sistema catalitico è attivo anche a temperature e pressioni più basse di quelle usate di preferenza nell'arte nota per la idrodesolforazione.

Sia l'isomerizzazione di scheletro che la ridotta idrogenazione olefinica concorrono ad ottenere miscele di idrocarburi che bollono nell'intervallo della nafta con perdite di RON (research octane number) e MON (motor octane number) molto basse.

I risultati ottenuti non riguardano solo la desolforazione dei tagli idrocarburici che bollono nell'intervallo della "nafta pesante" (circa 130°-250°C), ovvero tagli poveri in olefine, ma anche casi di alimentazioni di "full range nafta", che bollono nell'intervallo 35°-250°C, ovvero in casi di tagli ricchi in olefine. Infatti il processo della presente invenzione fornisce elevata selettività per la desolforazione a ridotta attività idrogenante, il che rappresenta un ulteriore vantaggio in termini di recupero ottanico nella benzina finale.

Un primo oggetto della presente invenzione è quindi un processo di idrodesolforazione di miscele di idrocarburi aventi intervalli di ebollizione compresi tra C<sub>4</sub> e 250°C, contenenti olefine ed

almeno 150 ppm di zolfo, con contemporanea isomerizzazione di scheletro di dette olefine, che comprende porre a contatto dette miscele di idrocarburi, in presenza di idrogeno, con una composizione catalitica comprendente :

- a) un supporto di natura acida costituito da un gel di silice e allumina amorfo ai raggi X, con un rapporto molare  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  da 30/1 a 500/1, avente un'area superficiale compresa tra 500 e 1000  $\text{m}^2/\text{g}$ , una porosità compresa tra 0.3 e 0.6 ml/g e diametro dei pori nell'intervallo 10-40 Å;
- b) una miscela di metalli appartenenti ai gruppi VI B e VIII depositati sul supporto in quantità globale compresa tra 2 e 67 % in peso sul peso totale (a) + (b).

Preferibilmente il supporto acido del catalizzatore ha un rapporto  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  compreso tra 50/1 e 300/1 e una porosità compresa tra 0.4 e 0.5 ml/g.

Secondo un aspetto preferito della presente invenzione la miscela di metalli (b) è costituita da un metallo del gruppo VI B, preferibilmente scelto tra molibdeno e tungsteno, e da un metallo del gruppo VIII, preferibilmente scelto tra cobalto e nichel.

E' un aspetto particolarmente preferito della presente invenzione che la miscela di metalli (b) sia costituita da molibdeno e cobalto.

Il metallo del gruppo VI B è preferibilmente in quantità compresa tra 5 e 50 % in peso rispetto al peso totale di (a)+(b) , ancor più preferibilmente in quantità compresa tra 8 e 30 % in peso. Il

MM

metallo del gruppo VIII è in quantità compresa tra 0.5 e 10 % in peso rispetto al totale (a)+(b), ancor più preferibilmente in quantità compresa tra 1 e 5 % in peso.

Le percentuali in peso del metallo del gruppo VI B e del metallo del gruppo VIII si riferiscono al contenuto di metalli espresso come elemento metallico del gruppo VI B ed elemento metallico del gruppo VIII; nel catalizzatore finale, dopo calcinazione, detti metalli sono in forma di ossido. Secondo un aspetto particolarmente preferito il rapporto molare tra il metallo del gruppo VIII e il metallo del gruppo VI è inferiore o uguale a 2, preferibilmente inferiore o uguale a 1.

Il supporto gel di silice e allumina può essere convenientemente preparato come descritto in US 5049536, in EP 659.478 o in EP 812804. In particolare, si prepara una soluzione acquosa di un tetra-alchil ammonio idrossido (TAA-OH), dove per alchile si intende ad esempio n-propile o n-butile, di un composto solubile di alluminio capace di idrolizzare in Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> e di un composto solubile di silicio capace di idrolizzare in SiO<sub>2</sub>, la quantità dei reagenti in soluzione essendo tale da rispettare i seguenti rapporti molari:

SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> da 30/1 a 500/1;

TAA-OH/SiO<sub>2</sub> da 0.05/1 a 0.2/1;

H<sub>2</sub>O/SiO<sub>2</sub> da 5/1 a 40/1.

Si riscalda la soluzione così ottenuta fino a gelificazione, si essicca il gel ottenuto e lo si calcina in atmosfera inerte e

quindi in atmosfera ossidante.

Il supporto acido (a) del catalizzatore che viene utilizzato nel processo della presente invenzione può essere utilizzato tal quale oppure in forma di estruso con leganti tradizionali, quali ad esempio ossido di alluminio, bohemite o pseudobohemite. Il supporto e il legante possono essere pre-miscelati in rapporti ponderali compresi tra 30:70 e 90:10, preferibilmente tra 50:50 e 70:30. Al termine della miscelazione, il prodotto ottenuto viene consolidato nella forma finale desiderata, ad esempio in forma di cilindretti estrusi o pastiglie. Secondo un aspetto preferito il supporto gel di silice e allumina (a) può essere legato con bohemite o pseudobohemite come descritto in EP 550.992. Ancor più preferibilmente viene utilizzato il materiale in forma estrusa descritto in EP 665.055, consistente in un legante inerte e gel di silice e allumina ottenuto nel modo seguente:

(a) preparando una soluzione acquosa di un tetraalchilammonio idrossido (TAA-OH), un composto solubile di alluminio capace di idrolizzare in  $Al_2O_3$  e un composto di silicio capace di idrolizzare in  $SiO_2$ , nei seguenti rapporti molari tra di loro.

$SiO_2/Al_2O_3$  da 30/1 a 500/1;

TAA-OH/ $SiO_2$  da 0.05/1 a 0.2/1;

$H_2O/SiO_2$  da 5/1 a 40/1.

(b) riscaldando la soluzione così ottenuta per provocare l'idrolisi e la gelificazione ed ottenere una miscela A con viscosità compresa tra 0.01 e 100 Pa sec;



(c) aggiungere alla miscela A prima un legante appartenente alla classe delle bohemiti o delle pseudobohemiti, in rapporto ponderale con la miscela A compreso tra 0.05 e 0.5, e quindi un acido minerale od organico in quantità compresa tra 0.5 e 8 g per 100 g di legante;

(d) miscelando e riscaldando ad una temperatura compresa tra 40° e 90°C la miscela ottenuta al punto (c) fino all'ottenimento di una pasta omogenea che viene sottoposta ad estrusione;

(e) essiccamento dell'estruso e calcinazione in atmosfera ossidante.

Per quanto riguarda la fase metallica (b) del catalizzatore, la si può introdurre mediante impregnazione acquosa o alcolica. Secondo la prima tecnica il gel di silice ed allumina, anche in forma estrusa, viene bagnato con una soluzione acquosa di un composto di un metallo del gruppo VI B, ad esempio ammonio eptamolibdato, si essicca il prodotto risultante, eventualmente lo si calcina, e lo si impregna con una soluzione acquosa di un composto del metallo del gruppo VIII, ad esempio cobalto nitrato. Si essicca e si procede quindi ad una calcinazione in atmosfera ossidante ad una temperatura compresa tra 200 e 600°C. In alternativa un'unica soluzione acquosa contenente entrambi i composti dei metalli dei gruppi VI B e VIII può essere utilizzata per introdurre contemporaneamente detti metalli.

Nel caso dell'impregnazione alcolica il supporto acido viene sospeso in una soluzione alcolica contenente entrambi i composti

dei metalli dei gruppi VI B e VIII. Dopo impregnazione il solido viene essiccato e calcinato.

I catalizzatori utilizzati nella presente invenzione in cui la componente (b) corrisponde ad una miscela di metalli appartenenti al gruppo VI B e VIII, preferibilmente cobalto e molibdeno, depositati sul supporto in quantità globale maggiore di 50 % e minore o uguale a 67 % in peso sul totale (a)+(b) sono nuovi e sono un ulteriore oggetto della presente invenzione. Secondo un aspetto preferito queste nuove composizioni catalitiche contengono il metallo del gruppo VI B in quantità maggiore di 45% e minore o uguale al 57 % in peso rispetto al totale (a)+(b), e il metallo del gruppo VIII in quantità compresa tra 5 e 10 % in peso rispetto al totale (a)+(b).

E' anche un ulteriore oggetto della presente invenzione una composizione catalitica comprendente:

- a) un supporto di natura acida costituito da un gel di silice e allumina amorfo ai raggi X, con un rapporto molare  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  da 30/1 a 500/1, avente un'area superficiale compresa tra 500 e 1000  $\text{m}^2/\text{g}$ , una porosità compresa tra 0.3 e 0.6  $\text{ml/g}$  e diametro dei pori nell'intervallo 10-40 Armstrong;
- b) una miscela di cobalto e molibdeno depositati sul supporto in quantità globale compresa tra 2 e 50 % in peso sul peso totale della composizione catalitica (a) + (b).

Il procedimento della presente invenzione viene preferibilmente condotto ad una temperatura compresa fra 220° e 360°C, ancor più

preferibilmente compresa tra 250° e 330°C, ad una pressione compresa fra 5 e 20 kg/cm<sup>2</sup>, ancor più preferibilmente tra 5 e 10 kg/cm<sup>2</sup>, ad un WHSV compreso fra 1 e 10 ore<sup>-1</sup>, ancor più preferibilmente tra 2 e 6 ore<sup>-1</sup>. La quantità di idrogeno è compresa fra 100 e 500 volte la quantità degli idrocarburi presenti (Nl/l), ancor più preferibilmente tra 200 e 400 volte.

La miscela di idrocarburi che può essere desolforata secondo la presente invenzione contiene più di 150 ppm di zolfo. Per esempio delle miscele idrocarburiche con un contenuto di zolfo superiore a 600 ppm, o persino superiore a 10000 ppm possono essere sottoposte a idrodesolforazione.

Le miscele di idrocarburi che sono sottoposte a idrodesolforazione secondo il procedimento della presente invenzione sono miscele aventi intervalli di ebollizione compresi nell'intervallo da C<sub>4</sub> a 250°C, dove con C<sub>4</sub> si intende la temperatura di ebollizione di una miscela di idrocarburi a quattro atomi di carbonio, e di preferenza sono sottoposte a idrodesolforazione miscele di idrocarburi che bollono nell'intervallo della nafta, cioè aventi intervalli di ebollizione compresi nell'intervallo da C<sub>5</sub> a circa 220°C, dove con C<sub>5</sub> si intende la temperatura di ebollizione di una miscela di idrocarburi a cinque atomi di carbonio.

I catalizzatori della presente invenzione vengono attivati, prima dell'uso, mediante sulfidazione secondo i metodi noti. Ad esempio la procedura di sulfidazione può essere effettuata in atmosfera

riducente di H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> alla temperatura di 300-500°C oppure per trattamento con solfuro di carbonio in atmosfera riducente sempre a 300-500°C.

### Esempio 1

#### Preparazione catalizzatore A

2 g di alluminio isopropilato vengono discolti a temperatura ambiente in 68.5 g di soluzione acquosa di tetrapropilammonio idrossido (TPA-OH al 13.35 % in peso). La soluzione viene riscaldata a 60°C e vengono aggiunti 104.1 g di tetraetilsilicato (TES). La miscela risultante presenta i seguenti rapporti:

$$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 102, \quad \text{TPA-OH/SiO}_2 = 0.09$$

Mantenendo questa miscela sotto agitazione a 60 °C per 40 minuti, si ha la formazione di un gel omogeneo che viene essiccato in corrente d'aria a 90 °C e quindi calcinato a 550°C in corrente di azoto per 3 ore e successivamente in corrente d'aria per altre 10 ore alla stessa temperatura. Si ottiene un supporto (a) di gel di silice e allumina, amorfio ai raggi X, con resa quantitativa rispetto ai materiali inizialmente caricati, con un diametro dei pori compreso tra 10 e 40 Å, una porosità di 0.47 ml/g.

Il gel così ottenuto viene legato con pseudobohemite, quest'ultima in quantità del 39 % in peso rispetto al peso totale del gel di silice e allumina calcinato più



il legante, estruso in pellet cilindrici e macinato (40-70 mesh,  $A_{sup}= 660 \text{ m}^2/\text{g}$ ). 10 g del materiale così ottenuto sono quindi impregnati con ml 25 di soluzione acquosa contenente g.10,3 di  $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}^* \cdot 4\text{H}_2\text{O}$  (Ammonio eptamolibdato, nel seguito denominato EMA) e lasciati a riposo a temperatura ambiente per 20 ore. Segue essiccamento in stufa in aria a  $110^\circ\text{C}$ , per 2 ore. L'essiccato viene successivamente impregnato con ml 12 di soluzione acquosa contenente g. 1,17 di  $\text{Co}(\text{NO}_3)_2^* \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  (Cobalto nitrato, nel seguito indicato CoN), lasciando il tutto a riposo a temperatura ambiente per 20 ore. Si essicca in stufa in aria a  $110^\circ\text{C}$  per 1,5 ore e si calcina a  $500^\circ\text{C}$  per 4 ore, in aria (rampa di salita:  $180^\circ\text{C/ora}$ ). L'analisi chimica del catalizzatore A relativamente al contenuto di metalli è riportata in Tabella 1.

### Esempio 2

#### Preparazione catalizzatore A1

2 g di alluminio isopropilato vengono disciolti a temperatura ambiente in 68.5 g di soluzione acquosa di tetrapropilammonio idrossido (TPA-OH al 13.35 % in peso). La soluzione viene riscaldata a  $60^\circ\text{C}$  e vengono aggiunti 104.1 g di tetraetilsilicato (TES). La miscela risultante presenta i seguenti rapporti:

$$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 102, \quad \text{TPA-OH/SiO}_2 = 0.09$$

Si mantiene la temperatura a 60-65°C fino all'ottenimento di una miscela A avente una viscosità di 0.011 Pa sec. Questa miscela, dopo invecchiamento a temperatura ambiente per 20 ore, viene posta in un miscelatore e ad essa vengono aggiunti, sotto miscelazione, pseudoboemite Versal 150 ( La Roche ) in quantità del 39 % in peso rispetto al peso finale del componente a) gel di silice e allumina estruso con legante, e 2,16 g di metilcellulosa ( Methocel Fluka 64625). Dopo circa un'ora di miscelazione vengono aggiunti 0.26 g di acido acetico glaciale e si porta la temperatura della camicia dell'impastatore a circa 50-60°C. Si continua la miscelazione a caldo fino all'ottenimento di una pasta omogenea di consistenza adatta per l'estruzione. Ad estrusione avvenuta si effettua un invecchiamento di una notte a temperatura ambiente, si essicca a 100°C per 5 ore e si calcina a 550°C per 8 ore in aria. 10 g del componente a) gel di silice e allumina estruso con legante così ottenuto sono quindi impregnati con ml 25 di soluzione acquosa contenente g.10,3 di  $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}^*$  4H<sub>2</sub>O (Ammonio eptamolibdato, nel seguito denominato EMA) e lasciati a riposo a temperatura ambiente per 20 ore. Segue essiccamento in stufa in aria a 110°C, per 2 ore. L'essiccato viene successivamente impregnato con ml 12

M.W

di soluzione acquosa contenente g. 1,17 di  $\text{Co}(\text{NO}_3)_2^*$   $6\text{H}_2\text{O}$  (Cobalto nitrato, nel seguito indicato CoN), lasciando il tutto a riposo a temperatura ambiente per 20 ore. Si essicca in stufa in aria a  $110^\circ\text{C}$  per 1,5 ore e si calcina a  $500^\circ\text{C}$  per 4 ore, in aria (rampa di salita:  $180^\circ\text{C}/\text{ora}$ ). L'analisi chimica del catalizzatore A1 relativamente al contenuto di metalli è uguale a quella del catalizzatore A.

#### Esempio 3

##### Preparazione catalizzatore B

10 g. di gel di silice e allumina preparato, estruso e macinato come descritto nell'esempio 1 sono impregnati con ml 22 di soluzione acquosa contenente g. 3,5 di EMA e lasciati a riposo a temperatura ambiente per 20 ore. Segue essiccamento in stufa in aria a  $100^\circ\text{C}$ , per 2 ore. L'essiccato viene successivamente impregnato con ml 12 di soluzione acquosa contenente g. 2,46 di CoN, lasciando il tutto a riposo a temperatura ambiente per 23 ore. Si essicca in stufa in aria a  $100^\circ\text{C}$  per 6 ore e si calcina a  $550^\circ\text{C}$  per 4 ore, in aria (rampa di salita:  $180^\circ\text{C}/\text{ora}$ ). La analisi chimica del catalizzatore relativamente al contenuto di metalli è riportata nella Tabella 1.

#### Esempio 4

##### Preparazione catalizzatore C

MAY

13,3 g. di gel di silice e allumina preparato, estruso e macinato come descritto nell'esempio 1 sono impregnati con ml 29,2 di soluzione acquosa contenente g.2,5 di EMA e lasciati a riposo a temperatura ambiente per 18 ore. Segue essiccamento in stufa in aria a 100°C, per 2 ore. L'essiccato viene successivamente impregnato con ml 29,2 di soluzione acquosa contenente g. 1,75 di CoN, lasciando il tutto a riposo a temperatura ambiente per 20 ore. Si essicca in stufa in aria a 100°C per 2 ore e si calcina a 550°C per 4 ore, in aria (rampa di salita: 180°C/h). La analisi chimica del catalizzatore relativamente al contenuto di metalli è riportata nella Tabella 1.

#### Esempio 5

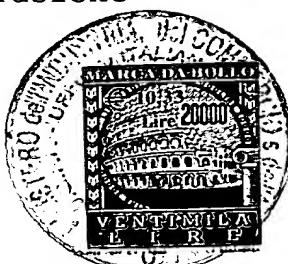
#### Preparazione catalizzatore D

Si opera come nell'esempio 4 utilizzando un supporto acido gel di silice e allumina con un rapporto  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 204$ , estruso, ma non macinato. Questo supporto è preparato come descritto nell'esempio 1 utilizzando una quantità di TES pari a 208.2 g.

#### Esempio 6

#### Preparazione catalizzatore E

Si opera come nell'esempio 5, tranne per il fatto che il supporto gel di silice e allumina dopo l'estruzione viene macinato tra 40 e 70 mesh.



Esempio 7

Catalizzatore F comparativo

Si utilizza un catalizzatore commerciale contenente cobalto e molibdeno impregnati su  $\gamma$ -allumina. La analisi chimica del catalizzatore relativamente al contenuto di metalli è riportata nella Tabella 1.

Esempio 7a

Preparazione catalizzatore G - comparativo

Un catalizzatore comparativo viene preparato introducendo cobalto e molibdeno durante la sintesi del supporto acido gel di silice e allumina come descritto in EP 748652.

Si sciolgono g. 3,3 di CoN in g:47,48 di BuOH, mantenendo in agitazione a 60°C per 15 minuti; quindi, si aggiungono g. 1,0 di  $Si(OC_2H_5)_4$  (tetraetil-ortosilicato, TES) e g. 25,1 di  $Al(OC_4H_9)_3$ , (alluminio sec-butossido), mantenendo in agitazione a 60°C, per 15 minuti. Si ottiene la sospensione G1.

Si sciolgono g. 3,2 di EMA in g. 33,0 di  $(C_3H_7)_4NOH$  (Tetrapropilammonio idrossido, soluzione al 19,2%), a temperatura ambiente, ottenendo la soluzione G2).

Si versa la soluzione G2) nella sospensione G1), sotto agitazione, a 80°C, mantenendo tali condizioni per 1h. Seguono aging a temperatura ambiente per 16h, essiccamiento in stufa da vuoto a 100°C, per 6h, e

calcinazione in muffola secondo il seguente programma di temperatura: riscaldamento a 200°C (5°C/min); sosta a 200°C per 2h; riscaldamento a 550°C (5°C/min); sosta a 550°C per 3h; raffreddamento spontaneo fino a temperatura ambiente.

In Tabella 1 vengono riassunte le caratteristiche chimico-fisiche e l'analisi chimica per i catalizzatori A-E in accordo con il processo della presente invenzione e per i catalizzatori comparativi F e G.

In particolare l'analisi chimica riguarda il contenuto dei metalli espresso come percentuale in peso di Co e Mo e come loro rapporto molare:

Tabella 1

Catal.	Co/Mo	Mo (peso%)	Co (peso%)	$A_{sup}$ ( $m^2/g$ )
A	0,069	44,2	1,9	310
B	0,37	16,0	3,6	260
C	0,35	10,7	2,3	370
D	0,45	8,2	2,2	370
E	0,45	8,3	2,3	440
<hr/>				
F	0,43	12,0	3,2	245
G	0,61	18,1	6,8	430

#### Prove su carica modello

Di seguito si riportano le prestazioni dei catalizzatori B, C ed E ricavate impiegando come alimentazione la cosiddetta "carica modello", rappresentativa della composizione tipica della benzina

FCC, in termini di contenuto di S e di percentuale di olefine. La carica modello è costituita da:

- \* 30 % wt di 1-pentene;
- \* 0,25 % wt di tiofene, pari a circa 1000 ppm S;
- \* il resto a 100 è n-esano.

Le condizioni operative sono scelte in modo da ottenere conversioni superiori al 90% (come HDS) e sono mantenute relativamente blande ( $250^{\circ}\text{C} < T < 300^{\circ}\text{C}$ ); si alimenta  $\text{H}_2$  a  $P_{\text{H}_2} = 10$  bar.

I parametri scelti per valutare l'attività catalitica sono:

- la conversione HDS% pari a  
$$100 \times (\text{ppm S}_{\text{in}} - \text{ppm S}_{\text{out}}) / \text{S}_{\text{in}};$$
- l'attività isomerizzante ISO%, pari a  
$$100 \times (\text{i-pentani} + \text{i-penteni}) / \text{SUM C5};$$
- l'attività idrogenante HYD%, pari a  
$$100 \times \text{n-pentano}_{\text{out}} / \text{1-pentene}_{\text{in}};$$
- il rapporto HDS/HYD, misura della selettività del catalizzatore verso la desolforazione;
- il rapporto HYD/ISO, inversamente proporzionale alla selettività verso i prodotti ramificati.

I catalizzatori vengono tutti attivati con la medesima procedura in corrente di  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2$ .

#### Esempio 8

#### Attività catalizzatore B

2 g di catalizzatore B preparato secondo l'esempio 3, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati mediante flusso della miscela  $H_2S/H_2$  (10%vol  $H_2S$ ), a  $400^\circ C$ , per 3 ore; quindi si porta il sistema in pressione di  $H_2$  fino a 10 bar, con  $T = 250^\circ C$ . Viene inviata sul letto di catalizzatore l'alimentazione modello, con rapporto  $H_2/$  carica idrocarburica di 300Nl/l. Le condizioni operative e i risultati catalitici sono riportati in Tab.2.

Tab. 2

T ( $^\circ C$ )	WHSV (ore $^{-1}$ )	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
286	4,06	96,7	37,4	38,3	2,5	1,0
288	6,23	94,4	26,4	38,3	2,5	1,4
269	4,06	89,9	21,5	34,1	2,6	1,6

Esempio 9

Attività catalizzatore C

2 g di catalizzatore C preparato secondo l'esempio 4, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati mediante flusso della miscela  $H_2S/H_2$  (10%vol  $H_2S$ ), a  $400^\circ C$ , per 3 ore; quindi si porta il sistema in pressione di  $H_2$  fino a 10 bar, con  $T = 250^\circ C$ . Viene inviata sul letto di catalizzatore l'alimentazione modello, con rapporto  $H_2/$  carica idrocarburica di 300Nl/l. Le condizioni operative ed i



risultati catalitici sono riportati in Tab.3.

Tab. 3

T (°C)	WHSV (ore <sup>-1</sup> )	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
287	6,12	96,3	43,1	30,5	3,2	0,7
271	4,21	94,1	36,1	30,2	3,1	0,8
287	4,21	96,6	34,6	43,1	2,2	1,2

Esempio 10

Attività catalizzatore E

2 g di catalizzatore E preparato secondo l'esempio 6, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati mediante flusso della miscela H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> (10%vol H<sub>2</sub>S), a 400°C, per 3 ore; quindi si porta il sistema in pressione di H<sub>2</sub> fino a 10 bar, con T = 250°C. Viene inviata sul letto di catalizzatore l'alimentazione modello, con rapporto H<sub>2</sub>/ carica idrocarburica di 300Nl/l. Le condizioni operative ed i risultati catalitici sono riportati in Tab.4.

Tab. 4

T(°C)	WHSV (ore <sup>-1</sup> )	HDS%	ISO %	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
287	4,1	98,2	30,1	50,9	1,9	1,7
288	6,1	96,8	26,3	45,3	2,1	1,7
270	4,1	93,3	17,8	44,7	2,1	2,5

### Esempio 11

#### Attività catalizzatore F - comparativo

2 g di catalizzatore F dell'esempio 7, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati mediante flusso della miscela  $H_2S/H_2$  (10%vol  $H_2S$ ), a  $400^\circ C$ , per 3 ore; quindi si porta il sistema in pressione di  $H_2$  fino a 10 bar, con  $T = 250^\circ C$ . Viene inviata sul letto di catalizzatore l'alimentazione modello, con rapporto  $H_2/$  carica idrocarburica di 300Nl/l. Le condizioni operative ed i risultati catalitici sono riportati in Tab.5.

Tab.5

T°C)	WHSV (ore <sup>-1</sup> )	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
250	4,0	89,7	2,5	37,4	2,4	15,0
270	4,0	100,0	2,6	80,6	1,2	31,0

### Esempio 12

#### Attività catalizzatore G - comparativo

2 g di catalizzatore G preparato secondo l'esempio 7a, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati mediante flusso della miscela  $H_2S/H_2$  (10%vol  $H_2S$ ), a  $400^\circ C$ , per 3 ore; quindi si porta il sistema in pressione di  $H_2$  fino a 10 bar, con  $T = 250^\circ C$ . Viene inviata sul letto di catalizzatore l'alimentazione modello, con rapporto  $H_2/$  carica

idrocarburica di 300Nl/l. Le condizioni operative ed i risultati catalitici sono riportati in Tab.6.

Tab. 6

T (°C)	WHSV (ore <sup>-1</sup> )	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
293	3,9	91,5	0,8	86,0	1,1	107,5
274	3,9	92,1	0,7	89,9	1,0	128,4

Da queste tabelle risulta evidente la maggiore attività isomerizzante dei catalizzatori relativi alla presente invenzione (B,C ed E), sia in termini assoluti (ISO%) che relativi al potere idrogenante (HYD/ISO).

Analogo confronto tra le formulazioni B, C ed E, da una parte, ed F e G dall'altra, può essere basato sulle rispettive prestazioni nelle medesime condizioni operative (WHSV= 4ore<sup>-1</sup>; T= 270°C, come indicato in Tab.7).

Tab. 7

Cataliz zatore	HDS (%)	ISO (%)	HDS/HYD	HYD/ISO
B	89,9	21,0	2,6	1,6
C	94,1	36,1	3,1	0,8
E	93,3	17,8	2,1	2,5
F	100,0	2,6	1,2	31,0
G	92,1	0,7	1,0	128,4

Da questo confronto risulta che, a parità di condizioni operative, i catalizzatori della presente invenzione (B, C ed E) presentano un'attività isomerizzante superiore (di più di un ordine di grandezza) ed anche una minore attività idrogenante (rapporto inferiore HYD/ISO), rispetto ai catalizzatori di confronto.

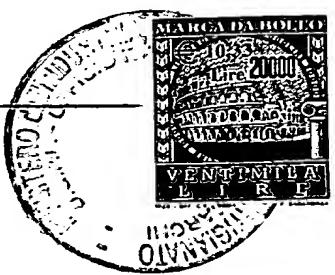
In particolare le migliori prestazioni si ottengono con il catalizzatore C avente una composizione corrispondente ad un rapporto  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 100$  e a un contenuto di molibdeno di 10.6 %. Ciò è confermato dai dati a  $T = 288^\circ\text{C}$  e  $\text{WHSV} = 6,1 \text{ ore}^{-1}$  (Tab. 8).

Tab. 8)

Catal.	HDS (%)	ISO (%)	HDS/HYD	HYD/ISO
B	94,4	26,4	2,5	1,4
C	96,3	43,1	3,2	0,7
E	96,8	26,3	2,1	1,7

Prove su Full Range FCC Naphtha

Si riportano nel seguito alcuni esempi di prestazioni di catalizzatori della presente invenzione, valutata su benzina FCC Full Range, caratterizzata dalla seguente composizione:



Tab. 9)

S (ppm)	Paraff. (n+i-)	Nafteni	olefine (n+i-)	Ciclo- olefine	aromatici	B.P.> 200°C	RON	MON
1360	20,4	9,4	30,3	5,6	24,8	8,9	93,3	80,7

dove S ppm è il contenuto di zolfo e nelle colonne dalla seconda alla sesta viene riportata la percentuale in volume rispettivamente di paraffine normali e iso, nafteni, olefine normali e iso, ciclo-olefine, aromatici. Nell'ultima colonna viene riportata la percentuale in volume della frazione che bolle sopra 200°C.

#### Esempio 13

##### Attività catalizzatore B

2 g di catalizzatore B preparato secondo l'esempio 3, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati in presenza di una miscela H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> (10%vol H<sub>2</sub>) fino a 400°C per 3 ore; quindi il sistema viene portato in pressione di H<sub>2</sub> fino a 10 bar, inviando sul catalizzatore l'alimentazione costituita dalla benzina FCC Full Range avente la composizione di Tab.9, con un rapporto H<sub>2</sub>/ carica idrocarburica di 300NL/l e WHSV di 4 ore<sup>-1</sup>. Le condizioni operative e la composizione della benzina così ottenuta si trovano in Tab. 10.

Tab.10)

S(ppm)	T(°C)	Paraff. (n+i-)	Nafteni	Olefine (n+i-)	Aromatici	B.P.> 200°C	RON	MON
501	272	26,3	9,8	24,8	25,1	9,4	92,4	81,2
277	288	29,2	10,5	21,6	24,8	9,5	91,0	80,3
127	304	33,3	11,2	18,7	24,4	9,5	90,1	80,2

## Esempio 14

Attività catalizzatore C

2 g di catalizzatore C preparato secondo l'esempio 4, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati in presenza di una miscela H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> (10%vol H<sub>2</sub>) fino a 400°C per 3 ore; quindi il sistema viene portato in pressione di H<sub>2</sub> fino a 10 bar, inviando sul catalizzatore l'alimentazione costituita dalla benzina FCC Full Range (vedi Tab.9), con un rapporto H<sub>2</sub>/ carica idrocarburica di 300Nl/l e WHSV=4,4h<sup>-1</sup>.

Le condizioni operative e la composizione della benzina così ottenuta si trovano in Tab.11.

Tab.11)

S (ppm)	T (°C)	Paraff. (n+i-)	Nafteni	Olefine (n+i-)	Aromat.	B.P.> 200°C	RON	MON
538	252	24,6	9,6	26,8	24,8	9,5	--	81,0
224	272	26,2	9,9	24,8	24,9	9,7	91,7	80,9
115	287	27,8	10,4	22,8	25,0	10,0	91,5	80,7

Esempio 15

Attività catalizzatore F - comparativo

2 g di catalizzatore F dell'esempio 7, diluiti con corindone, vengono caricati in reattore (40--70 mesh) ed attivati in presenza di una miscela  $H_2S/H_2$  (10 % vol  $H_2$ ) fino a  $400^\circ C$  per 3 ore; quindi il sistema viene portato in pressione di  $H_2$  fino a 10 bar, inviando sul catalizzatore l'alimentazione costituita dalla benzina FCC Full Range (vedi Tab.9), con un rapporto  $H_2$ / carica idrocarburica di  $300\text{NL/l.e}$   $\text{WHSV}=4 \text{ ore}^{-1}$ .

Le condizioni operative e la composizione della benzina così ottenuta si trovano in Tab.12.

Tab.12)

S (ppm)	T (°C)	Paraff. (n+i-)	nafteni	Olefine (n+i-)	Aromat.	B.P.> $200^\circ C$	RON	MON
886	230	22,8	10,0	27,8	23,3	10,4	92,3	80,3
551	248	24,2	10,3	26,5	23,2	10,2	91,8	80,2
158	269	28,6	11,3	21,7	23,4	9,7	89,3	79,3

In Tab. 13), sono confrontate le variazioni delle qualità ottaniche dei prodotti ottenuti con i catalizzatori B,C ed F, a 90% di conversione HDS. I catalizzatori della presente invenzione (B e C) danno minore perdita, in termini sia di RON che di MON, rispetto ad F; il catalizzatore C è, in particolare, quello che assicura la perdita minore.

Tab. 13)

Catalizz.	$\Delta$ RON	$\Delta$ MON	$\Delta$ (RON+MON/2)
B	-3,2	-0,5	-1,85
C	-1,8	0	-0,9
F	-4,0	-1,4	-2,7



RIVENDICAZIONI

- 1) Idrodesolforazione di miscele di idrocarburi aventi intervalli di ebollizione compresi tra C<sub>4</sub> e 250°C, contenenti olefine ed almeno 150 ppm di zolfo, con contemporanea isomerizzazione di scheletro di dette olefine, che comprende porre a contatto dette miscele di idrocarburi con idrogeno e con una composizione catalitica comprendente :
- a) un supporto di natura acida costituito da un gel di silice e allumina amorfo ai raggi X, con un rapporto molare SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> da 30/1 a 500/1, avente un'area superficiale compresa tra 500 e 1000 m<sup>2</sup>/g, una porosità compresa tra 0.3 e 0.6 ml/g e diametro dei pori nell'intervallo 10-40 Å;
- b) una miscela di metalli appartenenti ai gruppi VI B e VIII depositati sul supporto in quantità globale compresa tra 2 e 67 % in peso sul totale (a)+(b).
- 2) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 in cui il supporto acido del catalizzatore ha un rapporto SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> compreso tra 50/1 e 300/1 e una porosità compresa tra 0.4 e 0.5 ml/g.
- 3) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 in cui la miscela di metalli (b) è costituita da un metallo del gruppo VI B e da un metallo del gruppo VIII.
- 4) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 o 3 in cui il metallo del gruppo VI B è scelto tra molibdeno e tungsteno, e il metallo del gruppo VIII è scelto tra cobalto e nichel.

- MM
- 5) Procedimento in accordo con la rivendicazione 4 in cui il metallo del gruppo VI B è molibdeno e il metallo del gruppo VIII è cobalto.
  - 6) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 o 3 in cui il metallo del gruppo VI B è in quantità compresa tra 5 e 50 % in peso rispetto al totale (a)+(b) e il metallo del gruppo VIII è in quantità compresa tra 0.5 e 10 % in peso rispetto al totale (a)+(b) .
  - 7) Procedimento in accordo con la rivendicazione 6 in cui il metallo del gruppo VI B è in quantità compresa tra 8 e 30 % in peso e il metallo del gruppo VIII è in quantità compresa tra 1 e 5 % in peso.
  - 8) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 o 3 in cui il rapporto molare tra il metallo del gruppo VIII e il metallo del gruppo VI B è inferiore o uguale a 2.
  - 9) Procedimento in accordo con la rivendicazione 8 in cui il rapporto molare è inferiore o uguale a 1.
  - 10) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 o 3 in cui il supporto gel di silice e allumina (a) è utilizzato in forma di estruso con un legante.
  - 11) Procedimento in accordo con la rivendicazione 10 in cui il legante è scelto tra ossido di alluminio, bohemite e pseudobohemite.
  - 12) Procedimento in accordo con la rivendicazione 10 in cui il supporto gel di silice e allumina (a) e il legante sono pre-

miselati in rapporti ponderali compresi tra 30:70 e 90:10 e consolidato nella forma finale desiderata.

13) Procedimento in accordo con la rivendicazione 10 in cui il gel di silice e allumina in forma estrusa è preparato nel modo seguente:

(a) preparando una soluzione acquosa di un tetraalchilammonio idrossido (TAA-OH), un composto solubile di alluminio capace di idrolizzare in  $Al_2O_3$  e un composto di silicio capace di idrolizzare in  $SiO_2$ , nei seguenti rapporti molari tra di loro  $SiO_2/Al_2O_3$  da 30/1 a 500/1; TAA-OH/ $SiO_2$  da 0.05/1 a 0.2/1;  $H_2O/SiO_2$  da 5/1 a 40/1.

(b) riscaldando la soluzione così ottenuta per provocare l'idrolisi e la gelificazione ed ottenere una miscela A con viscosità compresa tra 0.01 e 100 Pa sec;

(c) aggiungere alla miscela A prima un legante appartenente alla classe delle bohemiti o delle pseudobohemiti, in rapporto ponderale con la miscela A compreso tra 0.05 e 0.5, e quindi un acido minerale od organico in quantità compresa tra 0.5 e 8 g per 100 g di legante;

(d) miscelando e riscaldando ad una temperatura compresa tra 40° e 90°C la miscela ottenuta al punto (c) fino all'ottenimento di una pasta omogenea che viene sottoposta ad estrusione;

(e) essiccamento dell'estruso e calcinazione in atmosfera ossidante.

- 14) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 condotto ad una temperatura compresa fra 220° e 360°C, ad una pressione compresa fra 5 e 20 kg/cm<sup>2</sup>, ad un WHSV compreso fra 1 e 10 ore<sup>-1</sup> e con una quantità di idrogeno compresa fra 100 e 500 volte la quantità degli idrocarburi presenti (Nl/l).

15) Procedimento in accordo con la rivendicazione 14 condotto a una temperatura compresa fra 250° e 330°C, ad una pressione compresa fra 5 e 10 kg/cm<sup>2</sup>, ad un WHSV compreso fra 2 e 6 ore<sup>-1</sup> e con una quantità di idrogeno compresa fra 200 e 400 volte la quantità degli idrocarburi presenti (Nl/l).

16) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 in cui la miscela di idrocarburi che viene sottoposta a desolforazione contiene più di 600 ppm di zolfo.

17) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 in cui le miscele di idrocarburi che sono sottoposte a idrodesolforazione sono miscele aventi intervalli di ebollizione compresi nell'intervallo da C<sub>5</sub> a 220°C.

18) Procedimento in accordo con la rivendicazione 1 in cui i catalizzatori vengono attivati mediante sulfidazione.

19) Catalizzatore bifunzionale comprendente:

(a) un supporto di natura acida costituito da un gel di silice e allumina amorfo ai raggi X, con un rapporto molare SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> da 30/1 a 500/1, avente un'area superficiale compresa tra 500 e 1000 m<sup>2</sup>/g, una porosità compresa tra 0.3 e 0.6 ml/g e diametro dei pori nell'intervallo 10-40 Å;





(b) una miscela di metalli appartenenti ai gruppi VI B e VIII depositati sul supporto in quantità globale maggiore di 50 % e minore o uguale a 67 % in peso sul totale (a)+(b).

20) Catalizzatore in accordo con la rivendicazione 19 contenente un metallo del gruppo VI B in quantità maggiore di 45% e minore o uguale al 57 % in peso rispetto al totale (a)+(b), e un metallo del gruppo VIII in quantità compresa tra 5 e 10 % in peso rispetto al totale (a)+(b).

21) Catalizzatore in accordo con le rivendicazioni 19 o 20 in cui il metallo del gruppo VI B è Mo e il metallo del gruppo VIII è Co.

22) Catalizzatore bifunzionale contenente:

a) un supporto di natura acida costituito da un gel di silice e allumina amorfo ai raggi X, con un rapporto molare  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  da 30/1 a 500/1, avente un'area superficiale compresa tra 500 e 1000  $\text{m}^2/\text{g}$ , una porosità compresa tra 0.3 e 0.6  $\text{ml/g}$  e diametro medio dei pori nell'intervallo 10-40 Å;

b) una miscela di cobalto e molibdeno depositati sul supporto in quantità globale compresa tra 2 e 50 % in peso sul totale (a)+(b).

23) Procedimento per preparare i catalizzatori in accordo con la rivendicazione 19 che comprende:

i) bagnare il gel di silice ed allumina, eventualmente in forma estrusa, con una soluzione acquosa di un composto del metallo del gruppo VI B;

ii) essiccare il prodotto risultante, ed eventualmente calcinarlo;

iii) impregnare il prodotto ottenuto al punto ii) con una soluzione acquosa di un composto del metallo del gruppo VIII,

iv) essiccare il prodotto impregnato ottenuto al punto iii) e calcinarlo in atmosfera ossidante ad una temperatura compresa tra 200 e 600°C.

24) Procedimento per preparare i catalizzatori in accordo con la rivendicazione 19 che comprende bagnare il gel di silice ed allumina, eventualmente in forma estrusa, con una soluzione acquosa di un composto di un metallo del gruppo VI B e un composto di un metallo del gruppo VIII, essiccare il prodotto così ottenuto e calcinarlo in atmosfera ossidante ad una temperatura compresa tra 200 e 600°C.

25) Procedimento per preparare i catalizzatori in accordo con la rivendicazione 22 che comprende:

i) bagnare il gel di silice ed allumina, eventualmente in forma estrusa, con una soluzione acquosa di un composto del molibdeno;

ii) essiccare il prodotto risultante, ed eventualmente calcinarlo;

iii) impregnare il prodotto ottenuto al punto ii) con una soluzione acquosa di un composto del cobalto,

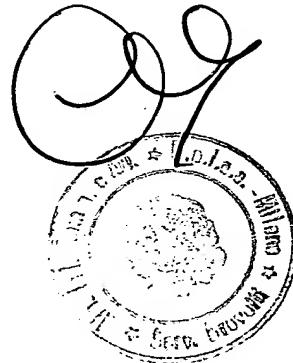
iv) essiccare il prodotto impregnato ottenuto al punto iii) e calcinarlo in atmosfera ossidante ad una temperatura compresa tra 200 e 600°C.

26) Procedimento per preparare i catalizzatori in accordo con la rivendicazione 22 che comprende bagnare il gel di silice ed allumina, eventualmente in forma estrusa, con una soluzione acquosa di un composto di molibdeno e un composto di cobalto, essiccare il prodotto così ottenuto e calcinarlo in atmosfera ossidante ad una temperatura compresa tra 200 e 600°C.

Il Mandatario Dr. Marco GENNARI

07 MAG. 1999

9.2.



**THIS PAGE BLANK (USPTO)**

BOARD OF INDUSTRY, TRADE AND HANDICRAFT  
INDUSTRIAL PROPERTY GENERAL DIRECTION  
CENTRAL PATENT OFFICE



**Authentication of copy of documents referring to the patent application for industrial invention**

**No.** MI99 A 001002

*It is stated that the annexed copy is similar to the original documents  
filed with the patent application for the above specified industrial invention,  
the data of which result from the enclosed application minutes.*

Rome, May 17, 2000

DIVISION THE DIRECTOR  
Ing. Romani

## TO THE MINISTRY OF INDUSTRY, TRADE AND HANDICRAFT

CENTRAL PATENT OFFICE - ROME

APPLICATION FOR INDUSTRIAL PATENT, FILING RESERVES, EARLY OPENING TO THE PUBLIC INSPECTION

## FORM A

## A. APPLICANT(S)

1) Name	AgipPetroli S.p.A.	L.S. SP
2) Residence	ROMA	code 0292900588
1) Name	EniTecnologie S.p.A.	SP
2) Residence	S. Donato Mil.se (Milano)	code 07562850151

## B. C.P.O. REPRESENTATIVE OF APPLICANT

surname name	Gennari Marco and Co.	tax code no 07562850151
--------------	-----------------------	-------------------------

name of patent agency	EniTecnologie S.p.A. - Patents and Licensing		
-----------------------	--	--	--

address	F. Maritano	no. 26	town S. DONATO MIL.SE	post code 20097	(prov) MI
---------	-------------	--------	-----------------------	-----------------	-----------

## C. ELECTIVE DOMICILE

see above	no.	town	post code	(prov)
-----------	-----	------	-----------	--------

## D. TITLE

proposed class (sect/cl/subcl.)	C10G	group/subgroup	/
Catalytic composition for the upgrading of hydrocarbons having boiling points within the naphtha range			

## EARLY OPENING TO THE PUBLIC INSPECTION:

YES  NO  in the case of petition  /  /  protocol no. 

## E. DESIGNATED INVENTORS

1) Zanibelli Laura Maria	surname, name	3) Ferrari Marco	surname, name
2) Arrigoni Virginio		4) Berti Antonella	

## F. PRIORITY

country or organization	none	type of priority		application no.	filng date	attach. S/R	RESERVES CANCELLATION	
1)						<input type="checkbox"/>	date	protocol no.
2)						<input type="checkbox"/>		

## G. AUTHORIZED CULTURE CENTRE FOR MICROBIOLOGICAL PROCESSES, name

## H. SPECIAL NOTES

## DOCUMENTATION ATTACHED

Doc. 1) <input checked="" type="checkbox"/> PROV	no. pag. 36	abstract with the main drawing, specification and claims (1 example compulsory)	RESERVES CANCELLATION	
Doc. 2) <input type="checkbox"/> PROV	no. pag. 00	drawing figures (compulsory if cited in description, 1 example)	date	protocol no.
Doc. 3) <input checked="" type="checkbox"/> RES		proxy or mention of a general proxy	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Doc. 4) <input checked="" type="checkbox"/> RES		designation of inventor	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Doc. 5) <input type="checkbox"/> RES		document of priority with italian translation	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Doc. 6) <input type="checkbox"/> RES		authorization or assignment deed	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Doc. 7) <input type="checkbox"/> RES		complete name of applicant	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
8) receipt for payment of Lire	565.000.= (fivehundred-sixtyfive-thousand)	compulsory	regarding single priorities	

COMPILED ON 06/05/1999 THE APPLICANT(S) The representative Dr. Marco Gennari

CONTINUATION YES/NO NO

AUTENTICATED COPY OF THIS DOCUMENT REQUEST YES/NO YES

PROVINCIAL DEPT.IND.COMM. AND HANDICRAFT OF MILAN code 15

STATEMENT OF FILING APPLICATION NO. MI99A 0001002 Reg. A

Nineteen hundred and ninety-nine, day seven, of the month of May

The above-mentioned applicant(s) has(have) presented to me, the undersigned, this application consisting of 00 additional pages for the granting of the above-mentioned patent.

## I. NOTES OF THE REGISTRAAR

THE APPLICANT

Official stamp

THE REGISTRAAR

CORTONESI MAURIZIO

## ABSTRACT OF THE INVENTION WITH MAIN DRAWING AND CLAIM

APPLICATION NUMBER

MI99A 001002

REG.A

PATENT NUMBER

FILING DATE  07 /  05 /  1999GRANTING DATE  /  / 

## A. APPLICANT (I)

Name

Residence

D. Title "Catalytic composition for the upgrading of hydrocarbons having boiling points within the naphtha range"

Proposed class (sect./cl./subcl.) group/subgroup

## ABSTRACT

A process is described for the upgrading of hydrocarbon mixtures which boil within the naphtha range containing sulfur impurities, i.e. a hydrodesulfurization process with contemporaneous skeleton isomerization and reduced hydrogenation degree of the olefins contained in said hydrocarbon mixtures, the whole process being carried out in a single step. The process is carried out in the presence of a catalytic system comprising a metal of group VI B, a metal of group VIII and a carrier of acid nature consisting of a mesoporous silico-alumina.

## DRAWING

"Catalytic composition for the upgrading of hydrocarbons having boiling points within the naphtha range"

Agip Petroli S.p.A. - Via Laurentina 449 - Roma

7 MAG. 1999

EniTecnologie S.p.A. - Via Maritano 26 - S. Donato Mil.se

5

\*\*\*\*\*

MI99A001002 .

Description

The present invention relates to a process for the upgrading of hydrocarbon mixtures which boil within the naphtha range containing sulfur impurities, i.e. a hydrodesulfurization process with contemporaneous skeleton isomerization and reduced hydrogenation degree of the olefins contained in said hydrocarbon mixtures, the whole process being carried out in a single step. The process is effected in the presence of a catalytic system comprising a metal of group VI B, a metal of group VIII and a carrier of acid nature consisting of a mesoporous silico-alumina.

This catalytic system can be used, in particular, for the upgrading of mixtures of hydrocarbons which boil within the naphtha range deriving from cracking processes, preferably mixtures of hydrocarbons having a boiling point within the naphtha range deriving from FCC catalytic cracking (Fluid Catalytic Cracking).

25 Hydrocarbons which boil within the naphtha range de-

riving from FCC (i.e. gasoline cut) are used as blending component of gasolines. For this purpose, it is necessary for them to have a high octane number together with a low sulfur content, to conform with the law restrictions which are 5 coming increasingly more severe, in order to reduce the emission of contaminants. The sulfur present in gasoline mixtures in fact mainly comes (>90%) from the gasoline cut deriving from FCC.

This cut is also rich in olefins which have a high octane number. Hydrogenation processes used for desulfuration also hydrogenate the olefins present with a consequent considerable reduction in the octane number (RON and MON). The necessity has therefore been felt for finding a catalytic system which decreases the sulfur content in hydrocarbon mixtures which boil within the naphtha range and, at the same time, minimizes the octane loss (RON and MON), which can be achieved, for example, by the skeleton isomerization of the olefins present and/or by inhibiting the hydrogenation of the olefinic double bond.

20 The use of zeolites with a medium pore dimension as isomerization catalysts and the consequent recovery of octane in the charges already subjected to desulfuration are already known (US 5298150, US 5320742, US 5326462, US 5318690, US 5360532, US 5500108, US 5510016, US 5554274, US 599439). In 25 these known processes, in order to obtain hydrodesulfuration

with a reduced octane loss, it is necessary to operate in two steps, using in the first step catalysts suitable for desulfuration and in the second step catalysts for recovering the octane number.

5 US 5.378.352 describes a process in a single step for desulfurating hydrocarbon fractions, with boiling points within the range of gasolines, using a catalyst which comprises a metal of group VIII, a metal of group VI B and a zeolite.

10 MI97A 002288 describes a catalytic system capable of isomerizing n-paraffins having a number of carbon atoms higher than 15 which comprises:

a) a carrier of acid nature consisting of a silica and alumina gel, amorphous to X-rays, with a molar ratio  $\text{SiO}_2 / \text{Al}_2\text{O}_3$  ranging from 30/1 to 500/1, having a surface area of 500 to 15 1000  $\text{m}^2/\text{g}$ , a porosity ranging from 0.3 to 0.6 ml/g and a pore diameter within the range of 10-40 Å;

b) a mixture of metals belonging to groups VI B and VIII deposited on the carrier in an overall quantity of 2 to 50% 20 by weight with respect to the total of (a) + (b).

The acid carrier of the catalyst preferably has a ratio  $\text{SiO}_2 / \text{Al}_2\text{O}_3$  ranging from 50/1 to 300/1 and a porosity of 0.4 to 0.5 ml/g.

25 The mixture of metals (b) preferably consists of a metal of group VI B selected from molybdenum and tungsten, in a

quantity ranging from 5 to 35% by weight, and a non-noble metal of group VIII selected from nickel and cobalt, in a quantity ranging from 0.1 to 5% by weight.

The carrier based on silica and alumina gel can be conveniently prepared according to what is described in the patent US 5,049,536 or in patent application EP 659478. This carrier can be used as such for the deposition of the metal phase (b) or in extruded form, as described for example in EP 550922 and EP 665055. The metal phase (b) of the catalyst can be introduced by means of aqueous impregnation by wetting the carrier, or extruded carrier, with an aqueous solution of a compound of a metal of group VI B, and drying the resulting product which is then impregnated with an aqueous solution of a compound of the metal of group VIII and dried again. Calcination is then carried out in an oxidating atmosphere at a temperature ranging from 200 to 600°C. Alternatively, a single aqueous solution containing both the compounds of the metals of groups VI B and VIII can be used for contemporaneously introducing these metals. In the case of alcohol impregnation, the acid carrier is suspended in an alcohol solution containing both compounds of the metals of groups VI B and VIII. After impregnation, the solid is dried and calcined.

These catalytic compositions are useful in the hydroisomerization of n-paraffins having a number of carbon atoms

higher than 15 to obtain bases for lubricating oils characterized by a low "pour point" and a high viscosity index.

It has now been surprisingly found that with the use of these catalytic compositions, optionally also containing a 5 higher percentage of metals, it is possible to desulfurate, with high conversion values, mixtures of hydrocarbons that boil within the naphtha range containing sulfur and olefins and contemporaneously obtain the skeleton isomerization of the olefins present with a low hydrogenation degree of the 10 olefinic double bond. This catalytic system is also active at temperatures and pressures that are lower than those preferably used in the known art for hydrodesulfuration.

Both skeleton isomerization and reduced olefinic hydrogenation enable hydrocarbon mixtures to be obtained, which 15 boil within the naphtha range with very low RON (research octane number) and MON (motor octane number) losses.

The results obtained do not only relate to the desulfurization of hydrocarbon cuts that boil within the "heavy naphtha" range (130°-250°C), i.e. cuts poor in olefins, but also 20 feeds of "full range naphtha", which boil within the range of 35°-250°C, i.e. in the case of cuts rich in olefins. In fact, the process of the present invention gives a high selectivity for desulfuration with a reduced hydrogenating activity, which represents an additional advantage in terms of octane 25 recovery in the end-gasoline.

A first object of the present invention therefore relates to a hydrodesulfuration process of hydrocarbon mixtures having boiling ranges within the range of C<sub>4</sub> to 250°C, containing olefins and at least 150 ppm of sulfur, with the contemporaneous skeleton isomerization of these olefins, which comprises putting said hydrocarbon mixtures in contact, in the presence of hydrogen, with a catalytic composition comprising:

10 a) a carrier of acid nature consisting of a silica and alumina gel, amorphous to X-rays, with a molar ratio SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ranging from 30/1 to 500/1, having a surface area ranging from 500 to 1000 m<sup>2</sup>/g, a porosity ranging from 0.3 to 0.6 ml/g and a pore diameter within the range of 10-40 Å;

15 (b) a mixture of metals belonging to groups VI B and VIII deposited on the carrier in an overall quantity of 2 to 67% by weight with respect to the total weight of (a) + (b).

The acid carrier of the catalyst preferably has a ratio SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ranging from 50/1 to 300/1 and a porosity of 0.4 to 0.5 ml/g.

20 According to a preferred aspect of the present invention, the mixture of metals (b) consists of a metal of group VI B, preferably selected from molybdenum and tungsten, and a metal of group VIII, preferably selected from cobalt and nickel.

25 According to a particularly preferred aspect of the pre-

2  
sent invention the mixture of metals (b) consists of molybdenum and cobalt.

The metal of group VI B is preferably in a quantity ranging from 5 to 50% by weight with respect to the total weight of (a) + (b), even more preferably in a quantity ranging from 8 to 30% by weight. The metal of group VIII is in a quantity ranging from 0.5 to 10% by weight with respect to the total of (a) + (b), even more preferably in a quantity ranging from 1 to 5% by weight.

10 The weight percentages of the metal of group VI B and of the metal of group VIII refer to the metal content expressed as metal element of group VI B and metal element of group VIII; in the end-catalyst, after calcination, these metals are in the form of an oxide. According to a particularly preferred aspect the molar ratio between the metal of group VIII and the metal of group VI is less than or equal to 2, preferably less than or equal to 1.

20 The silica and alumina gel carrier can be conveniently prepared as described in US 5049536, in EP 659,478 or in EP 812804. In particular, an aqueous solution is prepared, of a tetra-alkyl ammonium hydroxide (TAA-OH), wherein alkyl is for example n-propyl or n-butyl, a soluble compound of aluminum capable of hydrolyzing in  $Al_2O_3$  and a soluble compound of silicon capable of hydrolyzing in  $SiO_2$ , the quantity of reagents in solution being such as to respect the following mo-

lar ratios:

$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  from 30/1 to 500/1;

$\text{TAA-OH/SiO}_2$  from 0.05/1 to 0.2/1;

$\text{H}_2\text{O/SiO}_2$  from 5/1 to 40/1.

5        The solution thus obtained is heated to gelation, the gel obtained is dried and is calcined in an inert atmosphere and then in an oxidating atmosphere.

The acid carrier (a) of the catalyst which is used in the process of the present invention can be used as such or 10      in the form of an extruded product with traditional ligands, such as for example aluminum oxide, bohemite or pseudobohemite. The carrier and ligand can be premixed in weight ratios ranging from 30:70 to 90:10, preferably from 50:50 to 15      70:30. At the end of the mixing, the product obtained is consolidated into the desired end-form, for example into the form of extruded cylinders or tablets. According to a preferred aspect the silica and alumina gel carrier (a) can be bound with bohemite or pseudobohemite as described in EP 550,992. Even more preferably the material is used in extruded form as described in EP 665,055, consisting of an inert ligand and silica and alumina gel obtained as follows: 20      a) preparing an aqueous solution of a tetraalkylammonium hydroxide (TAA-OH), a soluble compound of aluminum capable of hydrolyzing in  $\text{Al}_2\text{O}_3$  and a silicon compound capable of hydrolyzing in  $\text{SiO}_2$ , in the following molar ratios:

$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  from 30/1 to 500/1;

$\text{TAA-OH/SiO}_2$  from 0.05/1 to 0.2/1;

$\text{H}_2\text{O/SiO}_2$  from 5/1 to 40/1;

b) heating the solution thus obtained to cause hydrolysis

5 and gelation and obtain a mixture A with a viscosity ranging from 0.01 to 100 Pa sec;

c) adding to the mixture A first a ligand belonging to the group of bohemites or pseudobohemites, in a weight ratio with the mixture A of 0.05 to 0.5, and then a mineral or organic 10 acid in a quantity ranging from 0.5 to 8 g per 100 g of ligand;

d) mixing and heating the mixture obtained under point (c) to a temperature ranging from 40° to 90°C until a homogeneous paste is obtained, which is subjected to extrusion;

15 e) drying of the extruded product and calcination in an oxidating atmosphere.

As far as the metal phase (b) of the catalyst is concerned, it can be introduced by means of aqueous or alcohol impregnation. According to a first technique, the silica and 20 alumina gel, also in extruded form, is wetted with an aqueous solution of a compound of a metal of group VI B, for example ammonium heptamolibdate, the resulting product is dried, is optionally calcined, and is then impregnated with an aqueous solution of a compound of the metal of group VIII, for example cobalt nitrate. It is then dried and calcined in an oxi-

dating atmosphere at a temperature ranging from 200 to 600°C. Alternatively a single aqueous solution containing both compounds of the metals of groups VI B and VIII can be used for contemporaneously introducing these metals.

5 In the case of alcohol impregnation, the acid carrier is suspended in an alcohol solution containing both compounds of the metals of groups VI B and VIII. After impregnation the solid is dried and calcined.

The catalysts used in the present invention wherein component (b) corresponds to a mixture of metals belonging to groups VI B and VIII, preferably cobalt and molybdenum, deposited on the carrier in an overall quantity of over 50% and less than or equal to 67% by weight with respect to the total of (a) + (b), are new and are a further object of the present invention. According to a preferred aspect these new catalytic compositions contain the metal of group VI B in a quantity greater than 45% and less than or equal to 57% by weight with respect to the total weight of (a) + (b), and the metal of group VIII in a quantity ranging from 5 to 10% by weight 20 with respect to the total weight of (a) + (b).

A further object of the present invention also relates to a catalytic composition comprising:

a) a carrier of acid nature consisting of a silica and alumina gel, amorphous to X-rays, with a molar ratio 25  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  ranging from 30/1 to 500/1, having a surface area

ranging from 500 to 1000  $\text{m}^2/\text{g}$ , a porosity ranging from 0.3 to 0.6  $\text{ml/g}$  and a pore diameter within the range of 10-40 Angstroms;

5 (b) a mixture of cobalt and molybdenum deposited on the carrier in an overall quantity of 2 to 50% by weight with respect to the total weight of the catalytic composition (a) + (b).

The process of the present invention is preferably carried out at a temperature ranging from 220° to 360°C, even 10 more preferably from 250° to 330°C, at a pressure ranging from 5 to 20  $\text{kg/cm}^2$ , even more preferably from 5 to 10  $\text{kg/cm}^2$ , at a WHSV ranging from 1 to 10  $\text{hours}^{-1}$ , even more preferably from 2 to 6  $\text{hours}^{-1}$ . The quantity of hydrogen ranges from 100 to 500 times the quantity of hydrocarbons present (N1/l), 15 even more preferably from 200 to 400 times.

The hydrocarbon mixture which can be desulfurated according to the present invention contains more than 150 ppm of sulfur. For example hydrocarbon mixtures with a sulfur content of more than 600 ppm, or even higher than 10000 ppm 20 can be subjected to hydrodesulfuration.

The hydrocarbon mixtures which are subjected to hydrodesulfuration according to the process of the present invention are mixtures having boiling ranges within the range of  $\text{C}_4$  to 250°C, wherein  $\text{C}_4$  refers to the boiling temperature of a mixture of hydrocarbons having four carbon atoms, and hydrocar-

bon mixtures boiling within the naphtha range, i.e. having boiling ranges within the range of C<sub>5</sub> to about 220°C, wherein C<sub>5</sub> refers to the boiling temperature of a mixture of hydrocarbons with five carbon atoms, are preferably subjected to hydrodesulfuration.

5 The catalysts of the present invention are activated, before use, by sulfidation according to the known methods. For example the sulfidation process can be effected in a reducing atmosphere of H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> at a temperature of 300-500°C or 10 by treatment with carbon sulfide in a reducing atmosphere again at 300-500°C.

Example 1

Preparation of catalyst A

2 g of aluminum isopropylate are dissolved at room temperature in 68.5 g of aqueous solution of tetrapropylammonium hydroxide (TPA-OH at 13.35% by weight). The solution is heated to 60°C and 104.1 g of tetraethylsilicate (TES) are added. The resulting mixture has the following ratios:

$$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 102, \text{TPA-OH/SiO}_2 = 0.09$$

20 On maintaining this mixture under stirring at 60°C for 40 minutes, a homogeneous gel is formed which is dried in a stream of air at 90°C and then calcined at 550°C in a stream of nitrogen for 3 hours and subsequently a stream of air for a further 10 hours at the same temperature. A silica and 25 alumina gel carrier (a) is obtained, which is amorphous to

X-rays, with a quantitative yield with respect to the materials initially charged, with a pore diameter ranging from 10 to 40 Å, a porosity of 0.47 ml/g.

The gel thus obtained is bound with pseudobohemite, the 5 latter in a quantity of 39% by weight with respect to the total weight of the calcined silica and alumina gel plus the ligand, extruded into cylindrical pellets and ground (40-70 mesh,  $A_{sup}$  = 660  $m^2/g$ ). 10 g of the material thus obtained are then impregnated with 25 ml of aqueous solution containing 10 10.3 g of  $(NH_4)_6Mo_7O_{24} \cdot 4H_2O$  (Ammonium heptamoldibdate, hereafter called EMA) and left to rest at room temperature for 20 hours. The mixture is then dried in an oven in air at 110°C for 2 hours. The dried product is subsequently impregnated with 12 ml of aqueous solution containing 1.17 g of 15  $Co(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$  (Cobalt nitrate, hereafter called CoN), the whole mixture being left to rest at room temperature for 20 hours. It is then dried in an oven in air at 110°C for 1.5 hours and calcined at 500°C for 4 hours, in air (rising rate: 180°C/hour). The chemical analysis of catalyst A relating to the metal content is indicated in Table 1.

#### Example 2

##### Preparation of catalyst A1

2 g of aluminum isopropylate are dissolved at room temperature in 68.5 g of aqueous solution of tetrapropylammonium hydroxide (TPA-OH at 13.35% by weight). The solution is 25

heated to 60°C and 104.1 g of tetraethylsilicate (TES) are added. The resulting mixture has the following ratios:

$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 102$ ,  $\text{TPA-OH/SiO}_2 = 0.09$

The temperature is maintained at 60-65°C until a mixture A having a viscosity of 0.011 Pa sec, is obtained. This mixture, after aging at room temperature for 20 hours, is put in a mixer and pseudobohemite Versal 150 (La Roche) in a quantity of 39% by weight with respect to the end weight of extruded silica and alumina gel, component a) with ligand, and 2.16 g of methylcellulose (Methocel Fluka 64625), are added, under mixing. After about an hour of mixing 0.26 g of glacial acetic acid are added and the temperature of the paste-mixer jacket is brought to about 50-60°C. The mixing is containing under heating until a homogeneous paste having a consistency suitable for extrusion, is obtained. At the end of the extrusion, aging is carried out for a night at room temperature, followed by drying at 100°C for 5 hours and calcination at 550°C for 8 hours in air. 10 g of the extruded silica and alumina gel, component a) with ligand thus obtained are then impregnated with 25 ml of an aqueous solution containing 10.3 g of  $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_24 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$  (Ammonium hepta-moldibdate, hereafter called EMA) and left to rest at room temperature for 20 hours. The mixture is then dried in an oven in air at 110°C for 2 hours. The dried product is subsequently impregnated with 12 ml of aqueous solution con-

taining 1.17 g of  $\text{Co}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  (Cobalt nitrate, hereafter called CoN), the whole mixture being left to rest at room temperature for 20 hours. It is then dried in an oven in air at  $110^\circ\text{C}$  for 1.5 hours and calcined at  $500^\circ\text{C}$  for 4 hours, in 5 air (rising rate:  $180^\circ\text{C}/\text{hour}$ ). The chemical analysis of catalyst A1 relating to the metal content is the same as that for catalyst A.

Example 3

Preparation of catalyst B

10        10 g of the silica and alumina gel prepared, extruded and ground as described in example 1 are impregnated with 22 ml of aqueous solution containing 3.5 g of EMA and left to rest at room temperature for 20 hours. The mixture is then dried in an oven in air at  $100^\circ\text{C}$ , for 2 hours. The dried 15 product is subsequently impregnated with 12 ml of aqueous solution containing 2.46 g of CoN, the whole mixture being left to rest at room temperature for 23 hours. It is then dried in an oven in air at  $100^\circ\text{C}$  for 6 hours and calcined at  $550^\circ\text{C}$  for 4 hours, in air (rising rate:  $180^\circ\text{C}/\text{hour}$ ). The 20 chemical analysis of the catalyst relating to the metal content is indicated in Table 1.

Example 4

Preparation of catalyst C

13.3 g of the silica and alumina gel prepared, extruded 25 and ground as described in example 1 are impregnated with

29.2 ml of aqueous solution containing 2.5 g of EMA and left to rest at room temperature for 18 hours. The mixture is then dried in an oven in air at 100°C, for 2 hours. The dried product is subsequently impregnated with 29.2 ml of 5 aqueous solution containing 1.75 g of CoN, the whole mixture being left to rest at room temperature for 20 hours. It is then dried in an oven in air at 100°C for 2 hours and calcined at 550°C for 4 hours, in air (rising rate: 180°C/hour). The chemical analysis of the catalyst relating 10 to the metal content is indicated in Table 1.

Example 5

Preparation of catalyst D

The same procedure is adopted as in example 4, but using an acid silica and alumina gel carrier with a ratio 15  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 204$ , extruded but not ground. This carrier is prepared as described in example 1 using a quantity of TES equal to 208.2 g.

Example 6

Preparation of catalyst E

20 The same procedure is adopted as in example 5, except that the silica and alumina gel carrier is ground after extrusion to 40-70 mesh.

Example 7

Comparative catalyst F

25 A commercial catalyst is used, containing cobalt and

molybdenum impregnated on  $\gamma$ -alumina. The chemical analysis of the catalyst relating to the metal content is indicated in Table 1.

Example 7a

5 Preparation of catalyst G - comparative

A comparative catalyst is prepared by introducing cobalt and molybdenum during the synthesis of the acid silica and alumina gel carrier as described in EP 748652.

10 3.3 g of CoN are dissolved in 47.48 g of BuOH, under continuous stirring at 60°C for 15 minutes; 1.0 g of Si(OC<sub>2</sub>H<sub>5</sub>)<sub>4</sub> (tetraethylorthosilicate, TES) and 25.1 g of Al(OC<sub>4</sub>H<sub>9</sub>)<sub>3</sub>, (aluminum sec-butoxide) are then added, and the stirring continued at 60°C, for 15 minutes. Suspension G1 is obtained.

15 3.2 g of EMA are dissolved in 33.0 g of (C<sub>3</sub>H<sub>7</sub>)<sub>4</sub>NOH (Tetrapropylammonium hydroxide, solution at 19.2%) at room temperature, obtaining solution G2).

Solution G2) is poured into suspension G1), under stirring, at 80°C, these conditions being maintained for 1 h. 20 This is followed by aging at room temperature for 16 h, drying in a vacuum oven at 100°C for 6 h, and calcination in muffle according to the following temperature program: heating to 200°C (5°C/min); pause at 200°C for 2 h; heating to 550°C (5°C/min); pause at 550°C for 3 h; spontaneous cooling 25 to room temperature.

Table 1 summarizes the physico-chemical characteristics and chemical analysis for catalysts A-E according to the process of the present invention and for comparative catalysts F and G.

5 In particular the chemical analysis relates to the metal content expressed as weight percentage of Co and Mo and as their molar ratio:

Table 1

	Catal.	Co/Mo	Mo (wt %)	Co (wt %)	$A_{\text{sup}}$ ( $\text{m}^2/\text{g}$ )
	A	0.069	44.2	1.9	310
	B	0.37	16.0	3.6	260
	C	0.35	10.7	2.3	370
15	D	0.45	8.2	2.2	370
	E	0.45	8.3	2.3	440
	F	0.43	12.0	3.2	245
	G	0.61	18.1	6.8	430

Tests on model charge

The performances of catalysts B, C and E are provided hereunder, obtained using the so-called "model charge" as feed, which represents the typical composition of FCC gasoline, in terms of S content and percentage of olefins. The

model charge consists of:

- 30 wt % of 1-pentene;
- 0.25 wt % of thiophene, equal to about 1000 ppm S;
- the complement to 100 is n-hexane.

5 The operating conditions are selected so as to obtain conversions higher than 90% (as HDS) and are kept relatively bland ( $250^{\circ}\text{C} < T < 300^{\circ}\text{C}$ );  $\text{H}_2$  is fed at  $P_{\text{H}_2} = 10$  bars.

The parameters selected for evaluating the catalytic activity are:

- 10 - HDS conversion % equal to  
 $100 \times (\text{ppm S}_{\text{in}} - \text{ppm S}_{\text{out}}) / \text{S}_{\text{in}}$ ;
- ISO isomerizing activity %, equal to  
 $100 \times (\text{i-pentanes} + \text{i-pentenes}) / \text{SUM C}_5$ ;
- HYD hydrogenating activity %, equal to  
 $100 \times \text{n-pentane}_{\text{out}} / \text{1 pentene}_{\text{in}}$ ;
- 15 - HDS/HYD ratio, measurement of the selectivity of the catalyst towards desulfurization;
- HYD/ISO ratio, inversely proportional to the selectivity towards branched products.

20 The catalysts are all activated with the same procedure in a stream of  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2$ .

#### Example 8

##### Activity of catalyst B

25 2 g of catalyst B prepared according to example 3, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70

mesh) and activated by a stream of the mixture  $H_2S/H_2$  (10% vol  $H_2S$ ), at  $400^\circ C$ , for 3 hours; the system is then brought under a pressure of  $H_2$  up to 10 bars, with  $T = 250^\circ C$ . The model charge is sent to the catalytic bed, with a ratio 5  $H_2$ /hydrocarbon charge of 300Nl/l. The operating conditions and catalytic results are indicated in Table 2.

Table 2

	T (°C)	WHSV	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
10		( $h^{-1}$ )					
	286	4.06	96.7	37.4	38.3	2.5	1.0
	288	6.23	94.4	26.4	38.3	2.5	1.4
	269	4.06	89.9	21.5	34.1	2.6	1.6

Example 9

Activity of catalyst C

2 g of catalyst C prepared according to example 4, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70 20 mesh) and activated by a stream of the mixture  $H_2S/H_2$  (10% vol  $H_2S$ ), at  $400^\circ C$ , for 3 hours; the system is then brought under a pressure of  $H_2$  up to 10 bars, with  $T = 250^\circ C$ . The model charge is sent to the catalytic bed, with a ratio  $H_2$ /hydrocarbon charge of 300Nl/l. The operating conditions 25 and catalytic results are indicated in Table 3.

Table 3

T (°C)	WHSV	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
		(h <sup>-1</sup> )				
<hr/>						
287	6.12	96.3	43.1	30.5	3.2	0.7
271	4.21	94.1	36.1	30.2	3.1	0.8
287	4.21	96.6	34.6	43.1	2.2	1.2
<hr/>						

10 Example 10Activity of catalyst E

2 g of catalyst E prepared according to example 6, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70 mesh) and activated by a stream of the mixture H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> (10% vol H<sub>2</sub>S), at 400°C, for 3 hours; the system is then brought under a pressure of H<sub>2</sub> up to 10 bars, with T = 250°C. The model charge is sent to the catalytic bed, with a ratio H<sub>2</sub>/hydrocarbon charge of 300Nl/l. The operating conditions and catalytic results are indicated in Table 4.

20

25

Table 4

T (°C)	WHSV	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
	(h <sup>-1</sup> )					
<hr/>						
287	4.1	98.2	30.1	50.9	1.9	1.7
288	6.1	96.8	26.3	45.3	2.1	1.7
270	4.1	93.3	17.8	44.7	2.1	2.5
<hr/>						

10 Example 11Activity of catalyst F - comparative

2 g of catalyst F prepared according to example 7, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70 mesh) and activated by a stream of the mixture H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> (10% vol H<sub>2</sub>S), at 400°C, for 3 hours; the system is then brought under a pressure of H<sub>2</sub> up to 10 bars, with T = 250°C. The model charge is sent to the catalytic bed, with a ratio H<sub>2</sub>/hydrocarbon charge of 300Nl/l. The operating conditions and catalytic results are indicated in Table 5.

20

25

Table 5

T (°C)	WHSV	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
		(h <sup>-1</sup> )				
<b>5</b>						
250	4.0	89.7	2.5	37.4	2.4	15.0
270	4.0	100.0	2.6	80.6	1.2	31.0

Example 1210 Activity of catalyst G - comparative

2 g of catalyst F prepared according to example 7a, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70 mesh) and activated by a stream of the mixture H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> (10% vol H<sub>2</sub>S), at 400°C, for 3 hours; the system is then brought under a pressure of H<sub>2</sub> up to 10 bars, with T = 250°C. The model charge is sent to the catalytic bed, with a ratio H<sub>2</sub>/hydrocarbon charge of 300Nl/l. The operating conditions and catalytic results are indicated in Table 6.

Table 6

T (°C)	WHSV	HDS%	ISO%	HYD%	HDS/HYD	HYD/ISO
		(h <sup>-1</sup> )				
<b>20</b>						
293	3.9	91.5	0.8	86.0	1.1	107.5
274	3.9	92.1	0.7	89.9	1.0	128.4

These tables demonstrate the greater isomerizing activity of the catalysts of the present invention (B, C and E), both in absolute terms (ISO%) and relating to the hydrogenating capacity (HYD/ISO).

5 A similar comparison between the formulations B, C and E, on the one hand, and F and G on the other, can be based on the respective performances under the same operating conditions (WHSV = 4 hours<sup>-1</sup>; T = 270°C, as indicated in Table 7).

10

Table 7

Catalyst	HDS (%)	ISO (%)	HDS/HYD	HYD/ISO
B	89.9	21.0	2.6	1.6
C	94.1	36.1	3.1	0.8
E	93.3	17.8	2.1	2.5
F	100.0	2.6	1.2	31.0
G	92.1	0.7	1.0	128.4

20

From this comparison it can be seen that, with the same operating conditions, the catalysts of the present invention (B, C and E) have a higher isomerizing activity (more than an order of magnitude) and also a lower hydrogenating activity (lower HYD/ISO ratio), with respect to the comparative

catalysts.

In particular the best performances are obtained with catalyst C having a composition corresponding to a ratio  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 100$  and a molybdenum content of 10.6%. This is 5 confirmed by the data at  $T = 288^\circ\text{C}$  and  $\text{WHSV} = 6.1 \text{ hours}^{-1}$  (Table 8).

Table 8

Catalyst	HDS (%)	ISO (%)	HDS/HYD	HYD/ISO
B	94.4	26.4	2.5	1.4
C	96.3	43.1	3.2	0.7
E	96.8	26.3	2.1	1.7

15 Tests on FCC Full Range Naphtha

Some examples are provided hereunder of performances of catalysts of the present invention, evaluated on FCC Full Range gasoline, characterized by the following composition:

Table 9

S	Paraff.	Naphthenes	olefins	Cyclo-	aromatics	B.P.>	RON	MON
(ppm)	(n+i-)		(n+i-)	olefins		200°C		
1360	20.4		9.4	30.3	5.6	24.8	8.9	93.3 80.7

wherein S ppm is the sulfur content and columns two to six indicate the volume percentage of normal and iso paraffins, naphthenes, normal and iso olefins, cyclo-olefins, aromatics, respectively. The last column indicates the volume percentage of the fraction which boil at over 200°C.

Example 13

Activity of catalyst B

2 g of catalyst B prepared according to example 3, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70 mesh) and activated in the presence of a mixture of H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub> (10% vol H<sub>2</sub>), up to 400°C, for 3 hours; the system is then brought under a pressure of H<sub>2</sub> up to 10 bars, sending the feed consisting of FCC Full Range gasoline having the composition of Table 9, onto the catalyst with a ratio H<sub>2</sub>/hydrocarbon charge of 300Nl/l and WHSV of 4 hours<sup>-1</sup>. The operating conditions and catalytic results are indicated in Table 10.

Table 10

20	S	T(°C)	Paraffi.	Naphthenes	Olefins	Aromatics	B.P.>	RON	MON
	(ppm)		(n+i-)		(n+i-)		200°C		
	501	272	26.3	9.8	24.8	25.1	9.4	92.4	81.2
	277	288	29.2	10.5	21.6	24.8	9.5	91.0	80.3
	127	304	33.3	11.2	18.7	24.4	9.5	90.1	80.2

25 =====

Example 14

Activity of catalyst C

2 g of catalyst C prepared according to example 4, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70 5 mesh) and activated in the presence of a mixture of  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2$  (10% vol  $\text{H}_2$ ), up to  $400^\circ\text{C}$ , for 3 hours; the system is then brought under a pressure of  $\text{H}_2$  up to 10 bars, sending the feed consisting of FCC Full Range gasoline (see Table 9), onto the catalyst with a ratio  $\text{H}_2/\text{hydrocarbon}$  charge of 10 300Nl/l and WHSV =  $4.4 \text{ h}^{-1}$ .

The operating conditions and catalytic results are indicated in Table 11.

Table 11

15	S	T (°C)	Paraff.	Naphthenes	Olefins	Aromatics	B.P. >	RON	MON
	(ppm)		(n+i-)		(n+i-)		200 °C		
<hr/>									
	538	252	24.6	9.6	26.8	24.8	9.5	---	81.0
	224	272	26.2	9.9	24.8	24.9	9.7	91.7	80.9
20	115	287	27.8	10.4	22.8	25.0	10.0	91.5	80.7
<hr/>									

Example 15

Activity of catalyst F - comparative

2 g of catalyst F prepared according to example 7, diluted with corindone, are charged into a reactor (40-70 25 mesh) and activated in the presence of a mixture of  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2$  (10% vol  $\text{H}_2$ ), up to  $400^\circ\text{C}$ , for 3 hours; the system is then brought under a pressure of  $\text{H}_2$  up to 10 bars, sending the feed consisting of FCC Full Range gasoline (see Table 9), onto the catalyst with a ratio  $\text{H}_2/\text{hydrocarbon}$  charge of 300Nl/l and WHSV =  $4.4 \text{ h}^{-1}$ .

mesh) and activated in the presence of a mixture of  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2$  (10% vol  $\text{H}_2$ ), up to  $400^\circ\text{C}$ , for 3 hours; the system is then brought under a pressure of  $\text{H}_2$  up to 10 bars, sending the feed consisting of FCC Full Range gasoline (see Table 9), 5 onto the catalyst, with a ratio  $\text{H}_2/\text{hydrocarbon}$  charge of 300Nl/l and WHSV =  $4 \text{ h}^{-1}$ .

The operating conditions and catalytic results of the gasoline thus obtained are indicated in Table 12.

Table 12

10	=====								
	S	T( $^\circ\text{C}$ )	Paraff.	Naphthenes	Olefins	Aromatics	B.P.>	RON	MON
	(ppm)		(n+i-)		(n+i-)		200 $^\circ\text{C}$		
<hr/>									
	886	230	22.8	10.0	27.8	23.3	10.4	92.3	80.3
15	551	248	24.2	10.3	26.5	23.2	10.2	91.8	80.2
	158	269	28.6	11.3	21.7	23.4	9.7	89.3	79.3
<hr/>									

Table 13 compares the variations in the octane qualities of the products obtained with catalysts B, C and F, at 20 90% of HDS conversion. The catalysts of the present invention (B and C) have a lower loss, in terms of both RON and MON, with respect to F; catalyst C is, in particular, the one which ensures the lowest loss.

Table 13

Catalyst	$\Delta\text{RON}$	$\Delta\text{MON}$	$\Delta\text{RON+MON}/2$
5			
B	-3.2	-0.5	-1.85
C	-1.8	0	-0.9
E	-4.0	-1.4	-2.7

CLAIMS

- 1) The hydrodesulfuration of hydrocarbon mixtures having boiling ranges within the range of C<sub>4</sub> to 250°C, containing olefins and at least 150 ppm of sulfur, with the contemporaneous skeleton isomerization of said olefins, which comprises putting these hydrocarbon mixtures in contact with hydrogen and with a catalytic composition comprising:
  - a) a carrier of an acid nature consisting of a silica and alumina gel, amorphous to X-rays, with a molar ratio SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> of 30/1 to 500/1, having a surface area ranging from 500 to 1000 m<sup>2</sup>/g, a porosity of 0.3 to 0.6 ml/g and a pore diameter within the range of 10-40 Å;
  - b) a mixture of metals belonging to groups VI B and VIII deposited on the carrier in an overall quantity ranging from 2 to 67% by weight with respect to the total of (a) + (b).
- 2) The process according to claim 1, wherein the acid carrier of the catalyst has a ratio SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ranging from 50/1 to 300/1 and a porosity of 0.4 to 0.5 ml/g.
- 3) The process according to claim 1, wherein the mixture of metals (b) consists of a metal of group VI B and a metal of group VIII.
- 4) The process according to claim 1 or 3, wherein the metal of group VI B is selected from molybdenum and tungsten, and the metal of group VIII is selected from cobalt and nickel.

- 5) The process according to claim 4, wherein the metal of group VI B is molybdenum and the metal of group VIII is cobalt.
- 6) The process according to claim 1 or 3, wherein the 5 metal of group VI B is in a quantity ranging from 5 to 50% by weight with respect to the total of (a) + (b) and the metal of group VIII is in a quantity ranging from 0.5 to 10% by weight with respect to the total of (a) + (b).
- 7) The process according to claim 6, wherein the metal of 10 group VI B is in a quantity ranging from 8 to 30% by weight and the metal of group VIII is in a quantity ranging from 1 to 5% by weight.
- 8) The process according to claim 1 or 3, wherein the molar ratio between the metal of group VIII and the metal of 15 group VI B is less than or equal to 2.
- 9) The process according to claim 8, wherein the molar ratio is less than or equal to 1.
- 10) The process according to claim 1 or 3, wherein the silica and alumina gel carrier (a) is used in the form of an 20 extruded product with a ligand.
- 11) The process according to claim 10, wherein the ligand is selected from aluminum oxide, bohemite and pseudobohemite.
- 12) The process according to claim 10, wherein the silica 25 and alumina gel carrier (a) and the ligand are premixed in

weight ratios ranging from 30:70 and 90:10 and consolidated into the desired end-form.

13) The process according to claim 10, wherein the silica and alumina gel in extruded form is prepared as follows:

5 a) preparing an aqueous solution of a tetraalkylammonium hydroxide (TAA-OH), a soluble compound of aluminum capable of hydrolyzing in  $\text{Al}_2\text{O}_3$  and a silicon compound capable of hydrolyzing in  $\text{SiO}_2$ , in the following molar ratios

$\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  from 30/1 to 500/1;

10 TAA-OH/ $\text{SiO}_2$  from 0.05/1 to 0.2/1;

$\text{H}_2\text{O}/\text{SiO}_2$  from 5/1 to 40/1;

b) heating the solution thus obtained to cause hydrolysis and gelation and obtain a mixture A with a viscosity ranging from 0.01 to 100 Pa sec;

15 c) adding to the mixture A first a ligand belonging to the group of bohemites or pseudobohemites, in a weight ratio with the mixture A of 0.05 to 0.5, and then a mineral or organic acid in a quantity ranging from 0.5 to 8 g per 100 g of ligand;

20 d) mixing and heating the mixture obtained under point (c) to a temperature ranging from 40° to 90°C until a homogeneous paste is obtained, which is subjected to extrusion;

e) drying of the extruded product and calcination in an oxidating atmosphere.

25 14) The process according to claim 1, carried out at a tem-

perature ranging from 220°C to 360°C, at a pressure ranging from 5 to 20 kg/cm<sup>2</sup>, at a WHSV ranging from 1 to 10 hours<sup>-1</sup> and with a quantity of hydrogen ranging from 100 to 500 times the quantity of hydrocarbons present (Nl/l).

5 15) The process according to claim 14, carried out at a temperature ranging from 250°C to 330°C, at a pressure ranging from 5 to 10 kg/cm<sup>2</sup>, at a WHSV ranging from 2 to 6 hours<sup>-1</sup> and with a quantity of hydrogen ranging from 200 to 400 times the quantity of hydrocarbons present (Nl/l).

10 16) The process according to claim 1, wherein the hydrocarbon mixture which is subjected to desulfuration contains more than 600 ppm of sulfur.

17) The process according to claim 1, wherein the hydrocarbon mixtures which are subjected to hydrodesulfuration are 15 mixtures having boiling ranges within the range of C<sub>5</sub> to 220°C.

18) The process according to claim 1, wherein the catalysts are activated by sulfidation.

19) A bifunctional catalyst comprising:

20 (a) a carrier of an acid nature consisting of a silica and alumina gel, amorphous to X-rays, with a molar ratio SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> of 30/1 to 500/1, having a surface area ranging from 500 to 1000 m<sup>2</sup>/g, a porosity of 0.3 to 0.6 ml/g and a pore diameter within the range of 10-40 Å;

25 b) a mixture of metals belonging to groups VI B and VIII de

posited on the carrier in an overall quantity which is greater than 50% and less than or equal to 67% by weight with respect to the total of (a) + (b).

20) The catalyst according to claim 19, containing a metal of group VI B in a quantity greater than 45% and less than or equal to 57% by weight with respect to the total of (a) + (b), and a metal of group VIII in a quantity ranging from 5 to 10% by weight with respect to the total of (a) + (b).

21) The catalyst according to claims 19 or 20, wherein the metal of group VI B is Mo and the metal of group VIII is Co.

22) A bifunctional catalyst containing:

(a) a carrier of an acid nature consisting of a silica and alumina gel, amorphous to X-rays, with a molar ratio  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  of 30/1 to 500/1, having a surface area ranging from 500 to 1000  $\text{m}^2/\text{g}$ , a porosity of 0.3 to 0.6 ml/g and a pore diameter within the range of 10-40 Å;

b) a mixture of cobalt and molybdenum deposited on the carrier in an overall quantity ranging from 2 to 50% by weight with respect to the total of (a) + (b).

20 23) A process for preparing the catalysts according to claim 19, which comprises:

i) wetting the silica and alumina gel, optionally in extruded form, with an aqueous solution of a compound of the metal of group VI B;

25 ii) drying the resulting product, and optionally calcining

it;

iii) impregnating the product obtained under point ii) with an aqueous solution of a compound of the metal of group VIII;

5 iv) drying the impregnated product obtained under point iii) and calcining it in an oxidating atmosphere at a temperature ranging from 200 to 600°C.

24) A process for preparing the catalysts according to claim 19, which comprises wetting the silica and alumina 10 gel, optionally in extruded form, with an aqueous solution of a compound of a metal of group VI B and a compound of a metal of group VIII, drying the product thus obtained and calcining it in an oxidating atmosphere at a temperature ranging from 200 to 600°C.

15 25) A process for preparing the catalysts according to claim 22, which comprises:

i) wetting the silica and alumina gel, optionally in extruded form, with an aqueous solution of a compound of molybdenum;

20 ii) drying the resulting product, and optionally calcining it;

iii) impregnating the product obtained under point ii) with an aqueous solution of a compound of cobalt;

iv) drying the impregnated product obtained under point 25 iii) and calcining it in an oxidating atmosphere at a tem-

perature ranging from 200 to 600°C.

26) A process for preparing the catalysts according to  
claim 22, which comprises wetting the silica and alumina  
gel, optionally in extruded form, with an aqueous solution  
5 of a compound of molybdenum and a compound of cobalt, drying  
the product thus obtained and calcining it in an oxidating  
atmosphere at a temperature ranging from 200 to 600°C.

The representative Dr. Marco Gennari

10 7 May 1999

15

20